

④ 日本国特許庁 (JP)
 ④ 公開特許公報 (A)

④ 特許出願公開

昭57—58012

④ Int. Cl.³
 F 23 G 7/06
 B 01 D 53/36

識別記号
 1 0 2
 1 0 3

庁内整理番号
 7367—3K
 7404—4D

④ 公開 昭和57年(1982)4月7日

発明の数 2
 審査請求 未請求

(全 5 頁)

④ 廃ガス処理方法およびその装置

④ 特 願 昭55—131698

④ 出 願 昭55(1980)9月24日

④ 発 明 者 佐藤高久
 姫路市南車崎町2丁目1番12—
 8

④ 発 明 者 丸山恵三

姫路市広畑区才字埴田812—3

④ 発 明 者 佐野邦夫

赤穂市中広720番地

④ 出 願 人 日本触媒化学工業株式会社

大阪市東区高麗橋5丁目1番地

④ 代 理 人 山口剛男

明 細 書

1. 発明の名称

廃ガス処理方法およびその装置

2. 特許請求の範囲

- (1) 炭化水素、一酸化炭素およびその他の可燃性有機化合物を含む廃ガスを触媒反応により完全酸化せしめて無害化する廃ガス処理プロセスにおいて、触媒酸化反応の出口ガスの一部が、供給される廃ガスと熱交換器を介して熱交換され、さらにその一部が昇温された供給廃ガスに投入されて触媒酸化反応器に供給され、残りは、触媒酸化反応器の出口ガスの一部に投入されていることを特徴とする、廃ガス処理方法。
- (2) 炭化水素、一酸化炭素およびその他の可燃性有機化合物を含む廃ガスを触媒反応により完全酸化せしめる触媒酸化反応器と、触媒酸化反応器へ廃ガスを供給する装置と、該反応器から出る排ガスの熱回収装置とを備えることを特徴とする、廃ガス処理装置。

熱回収装置と、熱回収装置を出た排ガスを排する排気装置を備えている廃ガス処理装置において、廃ガスを供給する装置と触媒酸化反応器との間に、第1の熱交換器および第2の熱交換器とを直列に設置して供給される排ガスの加熱を行ない、熱源として第2の熱交換器へは触媒酸化反応器から出る高温排ガスの一部を供給して用い、第1の熱交換器へは熱源として熱回収装置から出る排ガスを供給して用い、第2の熱交換器で用いられた排ガスは一部を触媒酸化反応器へ供給される廃ガスに投入して用い、残りは触媒酸化反応器から出る残りの排ガスとともに熱回収装置に供給され、そして第1の熱交換器で用いられた排ガスは排気装置に供給されるように施される廃ガス処理装置。

3. 発明の効果を説明

本発明は化学触媒処理プロセスなどより排出される廃ガス中の炭化水素、一酸化炭素およびその他の可燃性有機化合物を完全酸化処理

するためのガス処理方法およびその熱回収に関する。

化学品製造工場などにおいて生ずる廃ガスはメタン、エタン、エチレン、プロパン、プロピレンなど炭化数1～6の炭化水素類、一酸化炭素および有機酸、アルデヒド類、エステル類、アルコール類などの可燃性化合物を含有し、しかも悪臭を有するものを多く含む。この可燃性化合物が大気中に放散されるのは好ましくないことは明らかで、とくに悪臭を除去することは、強く要請されるところであり、そのためのプロセスも種々提議されてきている。この悪臭物質を除去するためまた他の有害物を除くために用いられる従来の稀ガス処理プロセスとして、例を示すと才1図や才2図に示す如きフローシートがある。才1図において活性アルミナ上に白金などの貴金属を分散担持した触媒を充填してなる触媒酸化反応器1、熱交換器2、熱回収装置3、排出装置としてのスタック4、空気精製装置5および必要により供給稀ガス用ブースター装置6、供給稀ガス加熱器を用いた熱交

- 2) 触媒層入口ガス温度も触媒活性との関連で250℃以上であるべきである。
- 3) 触媒酸化反応器入口ガスの発熱量は触媒層での自己上昇温度が130℃(580～250)以下の温度範囲内において制御されるべきであるが、それにも拘らずプロセスとしては処理ガスの発熱量が大きくその変動幅も大きいもので安定して処理しうるものでなければならぬ。

以上の前提に立ちながら当該プロセスは、次のとき有効性を追求しつつ探求される。

- (イ) 熱の最大限の回収：大気へ放出される処理後の廃ガスの温度をできるだけ高く維持することは経済性の面で最優先が生じるので、廃ガスの増大(新鮮空気の導入などによる)は極力避けるべきである。また供給ガス発熱量の変動に對しても放出されるガス温度はできるだけ一定にするプロセスにする必要がある。最大限の熱回収ができないからである。
- (ロ) 処理後の排出ガスの再利用：かくしてえられ

問題57-58012(2)

廃ガスはそれぞれ有効に運搬されて、稀ガスの触媒酸化処理プロセスが完結せしめられている。また才2図において触媒酸化反応器1、熱交換器2、熱回収装置3、排出装置としてのスタック4、供給稀ガス用ブースター装置5、触媒酸化反応器よりの熱排ガスを供給ガス用器のため直接循環するためのファン6をそれぞれ凍結して、才1図のプロセスを改良する方策がとられている。

一般に可燃性有機化合物を含有する稀ガスとくにパラフィン系炭化水素を含む稀ガスを触媒によって完全酸化処理するプロセスを採用する場合、前提条件として考えられるものは以下の如きである。

- 1) 触媒層出口ガス温度は、ほど一定とすべきである。触媒の耐熱温度は700～720℃といわれるが、触媒層出口ガス温度を650℃以下で運転するのは好ましくない。パラフィン系炭化水素とくにプロパンなどが燃焼不十分となるからである。したがって平均的には680℃のレベルで運転されることが望まれる。

る排出ガス中には、もはや可燃性物質もほとんどなく、酸ガスも低く、不燃性ガスとして急冷物タンクのシール用などに再利用される。

かくして本題所述は、上記要求を精力的に行つた結果(例および図)の有効性をすぐれて発揮する本路網を先述するに至つた。

すなわち本題明は、

- (1) 炭化水素、一酸化炭素およびその他の可燃性有機化合物を含む稀ガスを触媒反応により完全酸化せしめて無害化する稀ガス処理プロセスにおいて、触媒酸化反応器出口ガスの一部が、供給される稀ガスと熱交換器を介して熱交換され、さらにその一部が昇温された供給稀ガスに混入されて触媒酸化反応器に供給され、残りは、触媒酸化反応器出口ガスの残部に混入されてなることを特徴とする、稀ガス処理方法の提供であり、
- (2) 炭化水素、一酸化炭素およびその他の可燃性有機化合物を含む稀ガスを触媒反応により完

全酸化せしめる触媒酸化反応器と、触媒酸化反応器へ原料ガスを供給する装置と、該反応器から出る排ガスの熱を回収するための熱回収装置と、熱回収装置から出た排ガスを排出する排出装置を配置してなる原料ガス処理装置において、原料ガスを供給する装置と触媒酸化反応器との間に、第1の熱交換器および第2の熱交換器とを直列に設置して供給される原料ガスの加熱を行ない、熱源として第2の熱交換器へは触媒酸化反応器から出る高温排ガスの一部を供給して用い、第1の熱交換器へは熱源として熱回収装置から出る排ガスを供給して用い、第2の熱交換器で用いられた排ガスは一部を触媒酸化反応器へ供給される原料ガスに混入して用い、残りは触媒酸化反応器から出た残りの排ガスとともに熱回収装置に供給され、そして第1の熱交換器で用いられた排ガスは排出装置に供給されるように操作しうる原料ガス処理装置の提供である。

以下、本発明を詳細に説明しながら、本発明に

ついて従来プロセスより優れた点を明らかにする。

第1図において、上述の前提条件を維持しつつ例および例の条件を満足せしめるためには、加熱昇温用熱交換器7を作動させる不都合な言いしは空焚きによるガス量の増大という不利結果を招かれまい。触媒酸化反応器1の出口ガスは熱回収装置3にてたとえばスチームを発生することにより熱回収され、さらに供給プラント原料ガスの加熱用で使用されて排出される。供給原料ガスの熱容量が高い時は、反応器出口ガス温度が高くなるのでそれを制御するために外部空気を混合せねばならず、ガス量の増大についてはそのガスによつて持ち去られる熱量の増大をまぬがれない。また出口ガス中の酸素濃度が一定にはならず、排出ガスの再利用の面で不都合が生じる。逆に、供給原料ガスの熱容量が低い時に触媒酸化反応器出口ガス温度を定値に維持するために触媒酸化反応器入口ガス温度を高くする必要があり、加熱昇温用熱交換器7を作動させねばならなくなる。完全酸化を行わしめるためには、触媒酸化反応器出口ガス温度を

680℃程度に維持しなければならず、したがって触媒酸化反応器入口ガス温度を上げねばならないことになり、それだけ加熱用の高圧化が要求される。たとえばガスの熱容量が自己上昇温度として370℃の場合には、触媒酸化反応器入口温度を310℃にしなければ出口温度を680℃に維持できないので加熱源としては350℃程度のものが必要となる。通常の化学工場では350℃といつた高温熱源は入手が困難であり、実態には、新たに燃料を添加する等の方法で対処しなければならぬ。

第2図において上述の前提条件を維持しつつ例および例の条件を満足せしめるためには、原料ガス処理装置は供給原料ガスの最高熱容量を基準に設計される。すなわち触媒酸化反応器出口ガス温度を680℃にするために、熱交換器2の出口温度が550℃（最高熱容量時の自己上昇温度）になるように計画され、この温度が250℃以下であれば触媒酸化反応器出口ガスの一部を循環使用して触媒酸化反応器入口温度を上げることになる。

循環ガスの作用効果は触媒酸化反応器入口ガス温度を上昇させるのみでめつて、触媒酸化反応器出口ガス温度の上昇には役立たない。したがって原料ガスの熱容量が低くなつたときには、循環ガス量の増減では触媒酸化反応器出口ガス温度680℃を維持できず熱交換器2の出口温度を上げてやる必要がある。そのために熱回収装置3をバイパスさせて熱交換器2に触媒酸化反応器1の出口ガスの一部を供給して原料ガスを昇温させねばならず、必然的にシステム4に流れる排気ガスの温度が上昇し熱回収率の大幅な低下を招く。

これに対し本発明方法による第3図のプロセスに従えば、第2の熱交換器3を通過した循環ガスは供給される原料ガスの熱容量が高いときには全量触媒酸化反応器1入口にもどされるので、実質的に第2図と同一であり、原料ガスの熱容量が低くなるにつれてそのガスの一部が熱回収装置4へ送られる。これは触媒酸化反応器出口ガスと第1の熱交換器2の出口ガスとで熱交換を行わしめたこととほぼ同等であり、熱交換量は熱回収装置4へ

そのまゝ流れるガス量でコントロールすることができ、すなわち第2図において熱交換器2の出口温度を上げたのと実質的に同じ効果を得る。しかも第3図の方法に従えばこのガス量にかかわらずステップ5に流れる排ガスの温度はほぼ一定であり、排気ガス量の増減もないため広い熱負荷の範囲にわたって高い熱回収率を維持しうることになる。

以上の説明をより具体的に示すため、第1～3図について、それぞれのプロセスの熱回収の割合を第4図に示す。運転条件設定は以下の如くである。

供給熱ガスの発熱量 $380 \text{ Kcal/m}^3 \sim 100 \text{ Kcal/m}^3$
($15 \sim 360^\circ\text{C} \sim 310^\circ\text{C}$ に相当)

供給熱ガス温度 50°C

熱媒入口ガス温度 250°C

熱媒出口ガス温度 580°C

外部からの供給空気温度 20°C

また、第1図および第3図の場合、熱交換器から外部へ排出されるガス温度はほぼ $100^\circ\text{C} \sim 103^\circ\text{C}$ に維持しつつ行なうが、第2図プロセスでは、発熱量が小さくなるに従い排出ガス温度は 270°C

280°C 代まで高くせざるをえなくなり、実用上大いに不都合となることがわかつた。

以上の記述は、熱ガスの発熱量が自己上昇熱源として (880°C 供給熱ガス温度) で以下の場合についての説明であつたが、この熱源帯を越えらるる場合についてみても、本発明の優位性が認められる。

第1図のプロセスでは外部空気の混入を大きくすれば対応できるが熱回収率の低下は避けられないことは第4図の傾向から明らかである。

第2図および第3図のプロセスでは循環使用される熱媒反応器出口ガスの一部に熱回収装置出口ガスを混合使用することにより対応可能となる。(第2図および第3図で点線にて示す)。この場合第3図のプロセスにおいて第2の熱交換器³から熱回収装置⁴へのラインにはガスは全く流れないので第2図と第3図とは実質的に同じプロセスと見ることができ、したがって熱回収率は同じとなる。すなわち、第4図において発熱熱源側に替行させれば熱回収率は第2図および第3図のプ

ロセスは同じ曲線を示すことになるし、第1図のプロセスのみ単調に減少していく傾向を示す。

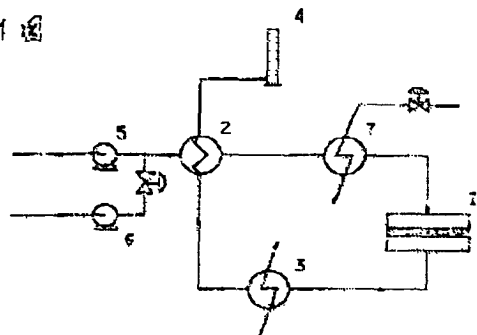
以上、結局第3図で示したプロセスの広い範囲での発熱量変動対応可能性が示され、すぐれた熱回収率の水準を有することが明らかにされたのである。

4. 図面の簡単な説明

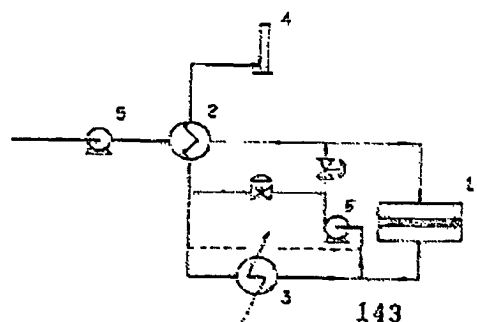
第1図および第2図は、公知の熱ガス処理プロセスのフローシートであり、第3図は本発明にかかるフローシートの1例である。第4図は第1～3図の各プロセスの熱回収率の傾向を示すグラフである。第4図において、横軸は発熱量 (Kcal/Nm^3) をて軸としては熱回収率 (%) を示す。

発明者 日本触媒化学工業株式会社
代理人 山口 利 彦

第1図



第2図



第 4 图

63图

